

OPTIMIZACIÓN Y DESARROLLO DE RUTAS DE SÍNTESIS SOSTENIBLES PARA EFUELS

Jorge Giovanni Avendaño-Guerrero ^{a*}, Alfredo Rojas-Aguascalientes ^a

^aDepartamento de Ingeniería Química, División de Ciencias Naturales y Exacta, Universidad de Guanajuato, Campus Guanajuato, Noria Alta s/n Col. Noria Alta, C.P. 36050, Guanajuato, Guanajuato, México. jg.avendanoguerrero@ugto.mx

Resumen

La transición energética global demanda tecnologías para producir combustibles y químicos renovables que aceleren la descarbonización del medio ambiente. Los e-fuels, sintetizados a partir de H₂ y CO₂, representan una solución prometedora al establecer un ciclo de reutilización de carbono. Esta investigación se centra en el diseño y simulación de procesos integrados para producir hidrocarburos ligeros. Mediante un marco computacional en Aspen Plus y Excel, se integraron las etapas de reacción y purificación en un modelo unificado. La producción de hidrocarburos ligeros presentó desafíos críticos en la purificación, incrementando mucho el costo y por tanto la viabilidad, subrayando la importancia mejorar la etapa de separación. Este trabajo establece una base preliminar para el entendimiento de las etapas de reacción y separación. Se enfatiza que, si bien estos resultados son un primer paso, se requiere una investigación más extensa para abordar la complejidad de este proceso y asegurar la futura implementación de e-refinerías sostenibles.

Palabras clave: Reactores; Producción de e-fuels; Hidrógeno Verde; Captura de CO₂.

OPTIMIZATION AND DEVELOPMENT OF SUSTAINABLE SYNTHESIS ROUTES FOR EFUELS

Abstract

The global energy transition is demanding technologies to produce renewable fuels and chemicals that accelerate the decarbonization of the environment. E-fuels, synthesized from H_2 and CO_2 , represent a promising solution by establishing a carbon reuse cycle. This research focuses on the design and simulation of integrated processes to produce light hydrocarbons. Using a computational framework in Aspen Plus and Excel, the reaction and purification stages were integrated into a unified model. The production of light hydrocarbons presented critical challenges regarding purification, significantly increasing costs and thus affecting viability, highlighting the importance of improving the separation stage. This work establishes a preliminary basis for understanding the reaction and separation stages. It is emphasized that, while these results are a first step, more extensive research is required to address the complexity of this process and to ensure the future implementation of sustainable e-refineries.

Keywords: Reactors; E-fuels production; Green hydrogen; CO_2 capture.

1. Introducción

La transición hacia un sistema energético global sostenible representa uno de los desafíos más relevantes de este siglo, siendo la mitigación del cambio climático y la descarbonización objetivos centrales de tratados internacionales como el Acuerdo de París o la Agenda 2030 de la ONU (García-Hernández y col., 2024). El sector del transporte, con una contribución significativa del 23% a las emisiones globales de CO₂, requiere urgentemente alternativas sostenibles (Agarwal y col., 2021). En este contexto, los e-fuels, o combustibles electro-sintéticos, han emergido como una solución prometedora para enfrentar el cambio climático, especialmente en sectores difíciles de electrificar directamente, como la aviación, el transporte marítimo y los vehículos de carga pesada, debido a sus altos requerimientos de densidad energética y autonomía (Calzolari y col., 2025). La producción de estos combustibles se fundamenta en los principios de la economía circular ya que utiliza CO₂ (capturado) e H₂ (obtenido de fuentes renovables o bajas en carbono) como materias primas para crear un producto de alto valor, generando un ciclo de carbono cerrado y siendo compatibles con la

infraestructura existente (Figura 1) (Sharif y col., 2024).

El diseño del proceso completo para la obtención de e-fuels no solo implica la producción de energéticos, sino también de una amplia gama de productos para la industria química, consolidando el concepto de una e-refinería. Una e-refinería implica un proceso integrado y flexible que utiliza exclusivamente insumos renovables como el H₂ y el CO₂ capturado para producir un portafolio diversificado de productos de alto valor agregado, desde combustibles hasta precursores químicos (Mishra y col., 2022). A pesar de sus beneficios, el principal reto para la viabilidad de los e-fuels es su elevado costo de producción en comparación con las alternativas fósiles. Este costo se deriva de la integración de múltiples y complejas etapas, que van desde la obtención de las materias primas hasta la síntesis y separación de los productos finales (Coletti, y col., 2024). Al ser una tecnología emergente, la literatura actual sobre esto muestra no ser amplia y la mayoría de los estudios se enfocan en etapas aisladas del proceso prestando poca atención a la integración tecnológica del núcleo de la e-refinería, es decir, el diseño conjunto de las etapas de reacción y separación (D'Adamo, y col., 2024; Velázquez-Alonso y col., 2023;

Agrawal y col., 2023; Calzolari y col., 2025). Para que la producción de e-fuels sea rentable y escalable, es fundamental primeramente establecer configuraciones de proceso eficientes para esta sección central (Agrawal y col., 2023; Löwgren y col., 2025). De manera puntual, esta investigación aborda dicha carencia al proponer el diseño y la simulación de un proceso enfocado exclusivamente en las etapas de reacción y separación para la producción de hidrocarburos ligeros a partir de CO₂ e H₂. El objetivo es desarrollar un modelo de proceso integrado y funcional que sirva como base técnica para futuras evaluaciones y optimizaciones.

2. Metodología

2.1. Diseño y simulación del proceso en Aspen plus.

Haciendo uso del software Aspen Plus, se diseñó la etapa de reacción y de separación para el caso de estudio (Figura 1). Se utilizaron datos reportados en la literatura para todo el proceso, como los modelos termodinámicos y las condiciones de operación. Para la etapa de reacción se utilizaron reactores estequiométricos debido

a la falta de datos cinéticos en la literatura y en cuanto a la etapa de separación se utilizaron separadores de tipo flash. Además, para cada etapa se realizaron análisis de sensibilidad para la determinación de las condiciones de operación óptimas.

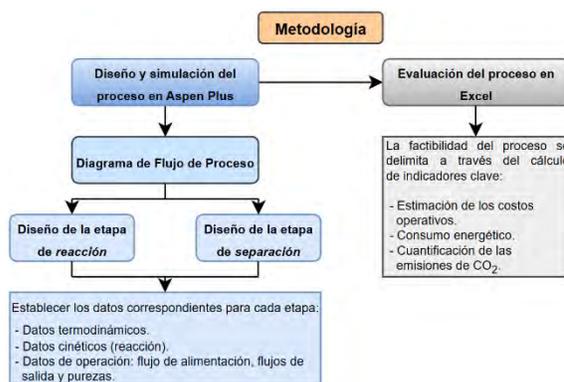


Figura 1. Metodología

2.2. Evaluación del proceso.

Estimación de costos: Se estimó el costo de los principales equipos del proceso: el reactor y los separadores. El costo de cada equipo se obtuvo por el método de Guthrie. La estimación del costo total anualizado (TAC) se llevó a cabo empleando la ecuación 1 a partir de los costos de equipos y servicios calculados con el método de Guthrie explicado por Turton (2012). Los costos de equipos se estimaron para cada uno de los módulos del proceso a partir de sus dimensiones, materiales y presiones de

operación, con un tiempo de retorno (TR) de 10 años. Los costos de servicios para un año de operación se obtienen a partir de las cargas térmicas requeridas por los equipos para lograr las temperaturas necesarias del proceso, a partir de las cuales se estima la cantidad de agua de enfriamiento o vapor de calentamiento requeridos para suministrar o retirar esa energía según sea el caso.

La metodología del método de Guthrie para los equipos es:

- a) Obtención del costo base (basado en la geometría y dimensiones).

Para los recipientes los equipos que diseñamos, la forma de calcular su costo base es aplicando la ecuación 1.

$$C_b = C_o \left(\frac{L}{L_o}\right)^\alpha \left(\frac{D}{D_o}\right)^\beta \quad (ec. 1)$$

Donde C_o , L_o , D_o , α y β son parámetros que dependen de las dimensiones y orientación del equipo, que están reportados por Guthrie.

- b) Ajuste del costo base (basado en el tipo de material de los equipos, la presión a la que operan y un factor de modulo desnudo).

El ajuste del costo base se hace gracias a la ecuación 2.

$$C_{fob} = C_b(F_p + F_m) \left(\frac{\text{índice de año 1}}{\text{índice del año 1968}}\right) \quad (ec. 2)$$

Donde:

C_{fob} = costo del equipo

F_m = factor dependiente del material del equipo (reportado en tablas en el trabajo de Guthrie)

Índice de año 1 = índice del año al que se desea ajustar el costo

F_p = factor de presión, se calcula:

$$F_p = \frac{\frac{(P+1)D}{2[850-0.6(P+1)]} + 0.00315}{0.0063} \quad (ec. 3)$$

Siendo P y D, presión y diámetro respectivamente.

2.2.1. Cálculo del costo del equipo.

Calculamos el costo del módulo desnudo C_{md} el cual se refiere al costo de equipos sin considerar los equipos auxiliares. Para calcularlo se utiliza la ecuación 4.

$$C_{md} = (factor)C_b \quad (ec. 4)$$

Donde:

C_{md} = costo de módulo desnudo

C_b = Costo base

factor = Factor de ajuste de costo base en función del tipo de equipo necesitado.

- c) Costo de módulo desnudo ajustado C_{mda} , se ajusta mediante la ecuación:

$$C_{mda} = C_{md} + (C_{fob} - C_b) \quad (ec.5)$$

- d) Costo de módulo, se refiere al costo de equipos multiplicados por un factor del 15% que representa el costo de equipos auxiliares.

$$C_{módulo} = 1.15(C_{mda}) \quad (ec.6)$$

Por último, Los costos de servicios para un año de operación se obtienen a partir de las cargas térmicas requeridas por los equipos para lograr las temperaturas necesarias del proceso, a partir de las cuales se estima la cantidad de agua de enfriamiento o vapor de calentamiento requeridos para suministrar o retirar esa energía según sea el caso. Una vez hecho esto, calculamos el TAC, que es el costo total anualizado.

$$TAC = \frac{\text{Costo de equipos}}{TR} + \text{Costo de servicios} \quad (ec.7)$$

2.3. Consumo energético.

El consumo energético del proceso se logró obtener en base a los resultados de la simulación realizada en Aspen. De los

resultados obtenidos se logró extraer el consumo energético de las columnas, bombas y del reactor.

Dicho consumo energético de los equipos se comparó con el aporte energético por kg de cada producto (KJ/Kg) (estos datos fueron obtenidos de Editor Engineeringtoolbox, 2025). Estos datos de aporte por Kg pudimos multiplicarlos por el efluente de cada producto, sumarlas y así obtener la energía aportada.

$$\text{Energía de } x = NHV_x * F_x \quad (ec.8)$$

Donde x se refiere al producto del que se efectúe el cálculo, NHV es la energía por kilogramo de tal producto y F es el flujo de salida de la etapa de separación.

2.4. Cuantificación de CO₂.

Para la estimación de la emisión de dióxido de carbono se puede emplear la metodología descrita por Gadalla et al (2005), con la que, a partir de la carga térmica requerida por el proceso (Q_{proc}), mediante la ecuación 9 se estima la energía requerida de combustible para dar abasto al proceso (Q_{fuel}).

$$Q_{fuel} = \frac{Q_{proc}}{\lambda_{proc}} (h_{proc} - 419) \frac{T_{FTB} - T_0}{T_{FTB} - T_{satack}} \quad (ec.9)$$

A partir del valor de Q_{fuel} empleando la ecuación 10 se estima la cantidad de CO_2 producido mediante relaciones másicas entre el combustible empleado y el CO_2 a partir de su contenido % en masa de carbono (C% para el combustible y α en el caso del CO_2). Se consideró gas butano para los cálculos debido a su valor de "Net heating value" (NHV=46464 kJ/kg, Editor Engineeringtoolbox. (2023)), el cual representa el calor neto disponible por kg de combustible que es liberado al quemarlo.

$$[CO_2]_{Emiss} = \frac{Q_{fuel} C\%}{NHV 100} \alpha \quad (ec. 10)$$

Ahora de manera específica, con base en la metodología anterior y algunas consideraciones extras, se expone el diseño y proceso de simulación para el caso de estudio correspondiente.

3. Caso de estudio

Se realizó el diseño y análisis de sensibilidad de un reactor que transforma H_2 y CO_2 mediante el uso del catalizador $Fe - K/\gamma - Al_2O_3$ en hidrocarburos ligeros que varían desde 1 carbono hasta 4 incluyendo metano, etano, etileno, propano, propileno, butano y buteno que ocurre en fase gaseosa a 20 bar y

300°C (Najari, y col., 2019). La producción estimada para los hidrocarburos ligeros tomó como referencia la producción nacional en México de productos que emplean el propileno como materia prima, para ello se ajustó el objetivo de producción de este hidrocarburo ligero para abastecer el 0.25% de demanda de la industria de polipropileno Indelpro instalada en Tamaulipas, que corresponde a una producción de 200 kg/h de propileno, (Bolsa Mexicana de Valores, 2012). Este dato es meramente una referencia de orden de magnitud de producción, puesto que al variar las condiciones de operación y las relaciones de alimentación de CO_2/H_2 , varía el flujo de salida del reactor, sin embargo, se mantuvo siempre cercano al orden de magnitud proyectado. El diagrama de flujo de proceso se presenta en la Figura 2.

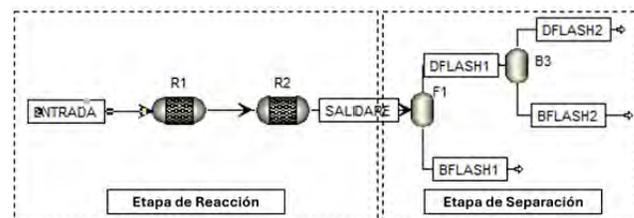


Figura 2. Diagrama de Proceso en Aspen Plus.

3.1. Diseño y simulación del proceso.

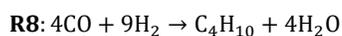
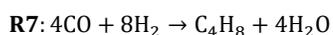
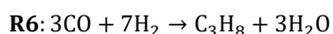
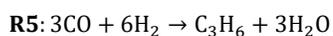
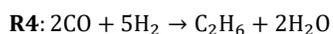
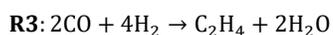
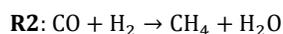
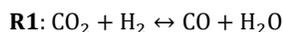
Para el diseño del proceso de producción de hidrocarburos ligeros, se empleó el modelo

termodinámico de Peng-Robinson (Peng y Robinson, 1976), debido a la naturaleza no polar de los compuestos. El sistema de ocho reacciones se modeló utilizando dos reactores estequiométricos en serie, una configuración adoptada para resolver problemas de simulación que impedían modelar todas las reacciones en una sola unidad. En el primer reactor se simula la reacción inicial, mientras que las siete restantes ocurren en el segundo. Las condiciones de operación para la alimentación y ambos reactores se fijaron en 300 °C y 20 bar, de acuerdo con los valores reportados en la literatura por Najari y col. (2019) y un análisis de sensibilidad. Con esta base, el análisis de sensibilidad se realizó variando el tiempo de residencia desde 0.25 h hasta 24 h y la relación de alimentación $H_2:CO_2$ en un rango de 0.5:1 a 2:1, utilizando conversiones variables dependientes del tiempo de residencia según la misma fuente. A partir de estas simulaciones, se extrajeron datos de cargas térmicas y densidades para calcular el volumen teórico de los reactores y se seleccionaron las condiciones óptimas con el objetivo de maximizar la producción de los hidrocarburos de interés y minimizar la cantidad de agua generada como subproducto.

Para la etapa de separación y purificación de los hidrocarburos, se diseñó una secuencia de dos unidades flash consecutivas alimentadas por la corriente de salida de la zona de reacción. El primer flash opera con el objetivo de retirar la mayor cantidad de agua posible, mientras que el segundo flash divide la corriente para que los hidrocarburos más pesados, el CO_2 residual y el agua restante salgan por el fondo. Esta estrategia es importante, ya que permite aislar los azeótropos que forma el CO_2 con el propano y el propeno, simplificando su posterior purificación. El diseño de ambas unidades se realizó mediante análisis de sensibilidad, variando la temperatura (20 a 300°C) y la presión (10 a 30 bar) en el primer flash, y explorando condiciones de -180 a 5°C y de 0.01 a 1 bar en el segundo, aun sabiendo que las temperaturas criogénicas implicarían un alto costo operativo. A pesar de esta configuración, no se alcanzó la pureza deseada en los productos finales. Se determinó que la estrategia más viable para lograrlo es una etapa de absorción con un solvente como la monoetanolamina (MEA); sin embargo, debido a la complejidad de su diseño y a las limitaciones de tiempo del proyecto, esta solución solo se ha dejado

planteada como una continuación necesaria para futuros trabajos.

Sistema de reacciones:



3.2. Evaluación del proceso.

A partir de la metodología descrita se calculó el TAC y las emisiones de CO₂ con la metodología de Gadalla y col. (2005). Para la estimación de la energía, a partir de lo reportado en (Editor Engineeringtoolbox, 2025) cada kg de metano produce 49853 kJ/kg, 1 kg de Etano produce 47206 kJ/kg, 1 kg de etileno produce 47741 kJ/kg, 1 kg de propano produce 46134 kJ/kg, 1 kg de propileno produce 45783 kJ/kg, 1 kg de butano produce 46464 kJ/kg y 1 kg de buteno produce 45171 kJ/kg. Por lo que la energía total que se podría obtener de cada producto se calculó multiplicando los efluentes de los

productos obtenidos en la simulación de este proceso por el dato reportado de energía disponible por kg del mismo, finalmente se realizó la suma de energía obtenida de cada producto y se comparó con la energía consumida en el proceso de síntesis y separación, la cual corresponde a la suma de las cargas térmicas del rehervidor y condensador de la columna de destilación, así como las cargas térmicas del flash 1, flash 2 y el reactor dando como resultado 363,665,435,817.39 kJ/año para la energía obtenida de cada producto y -6,369,151,685,218.10 kJ/año para la energía consumida en el proceso de síntesis y separación.

4. Resultados

El reactor con mejores resultados fue operado a 300°C y 20 bar con 0.5 horas de tiempo de residencia, se alimentó con una relación de 1:1.325 CO₂/H₂, un volumen de 219.2913m³, la carga térmica del reactor fue de -1,052.4236 kW. Se logró una conversión de CO₂ del 61.64%, se alimentaron 9000 kg/h y a la salida obtuvimos 3452.4 kg/h, como efluentes se obtuvieron: 0 kg/h de H₂, 96.308 kg/h de CH₄, 188.0434 kg/h de C₂H₄, 36.3612 kg/h de C₂H₆, 325.632 kg/h de C₃H₆, 42.2253

kg/h de C_3H_8 , 235.7431 kg/h de C_4H_8 , 33.7153 kg/h de C_4H_{10} y 3478.6733 kg/h de H_2O . La secuencia de separación con mejor desempeño fue operando el primer flash a una temperatura de $25^\circ C$ y presión de 20 bar con carga térmica de -3042.73 kJ/s y volumen de $9.088m^3$. El segundo flash se operó a una temperatura de $-125.4897^\circ C$ y con una presión de 0.001 bar, la carga térmica fue de -212451.1512 kJ/s y su volumen fue de $2.61m^3$. Para el primer flash el mejor resultado obtenido es a las condiciones de $25^\circ C$ y 20 bar con un volumen de $9.08m^3$, en estas condiciones se logró separar el 99.81% del agua, con trazas de los demás compuestos. Para el segundo flash no se logró una separación tan marcada como en el primero, consiguiendo separar el 99.76% del metano de los demás hidrocarburos junto con el CO, las mejores condiciones de operación que se consiguieron fueron de $-159.53^\circ C$ y 0.021 bar con un volumen de $2.37m^3$, condiciones demasiado extremas y que sería demasiado costoso alcanzar.

Del mismo modo en cuanto a la evaluación del proceso se encontró que para las mejores condiciones de operación el reactor y el proceso de separación planteado tendría un costo de: 14,555,807.99 USD/año (Tabla 1), este resultado muestra que el menor TAC se

obtuvo bajo condiciones específicas que redujeron el tamaño de los equipos y de los requerimientos de servicios auxiliares, al comparar los casos de menor costo con los demás, es notable que operar con condiciones que reduzcan los flujos dentro del proceso ayuda a disminuir significativamente los gastos del proceso, lo que lo hace más viable económicamente.

Tabla 1. Valores más bajos de TAC para cada equipo del proceso de hidrocarburos.

Equipos	TAC (USD/año)
Reactor	4494954.751
Flash 1	47508.17971
Flash 2	10013345.06
Total	14,555,807.99

La energía disponible para cada producto obtenido, según (The Engineering Toolbox. (n.d.). Heating values of fuel gases), se muestra en la Tabla 2. Por lo que la energía total, tomando en cuenta los valores del flujo másico de salida del flash 2, respectivos de cada producto, que podría obtenerse a partir de estos últimos sería de: 11,113.41 kW. Que comparado con el valor de la energía consumida en el proceso de síntesis y separación (según cálculos: 10,059,800.81 kW), notamos que es notablemente inferior.

Deduciendo entonces que, en términos energéticos, este proceso no es viable para la obtención de hidrocarburos ligeros, al menos no en la manera que se plantea.

Tabla 2. Carga térmica para cada producto obtenido del proceso de hidrocarburos.

Producto	Carga térmica (kJ/kg)
CH ₄	49853
C ₂ H ₄	47741
C ₂ H ₆	47206
C ₃ H ₆	45659
C ₃ H ₈	46134
C ₄ H ₈	45171
C ₄ H ₁₀	46464

Por último, se encontró que la cantidad de CO₂ obtenida considerando las mejores condiciones de operación es de 2,540.65 ton/año que comparado con la cantidad de CO₂ empleada como reactivo es 76,500.00 ton/año. Esta diferencia de más de 73,900 toneladas anuales representa un aprovechamiento superior al 96% del CO₂ capturado. Esto no solo indica que el proceso es viable, sino que además presenta un alto potencial como alternativa limpia y sostenible frente a los procesos basados en combustibles fósiles, ya que no solo evita emisiones

adicionales, sino que reutiliza un gas de efecto invernadero.

5. Análisis de resultados.

Los hidrocarburos mostraron ser una opción muy poco viable debido a sus dificultades en cuanto a condiciones de operación y costos energéticos asociados. A continuación, se presenta la Tabla 3, donde se aprecian el resumen de resultados.

Tabla 3. Tabla comparativa de los casos de estudio.

	Hidrocarburos ligeros
Vialidad Técnica	Baja, debido a desafíos críticos en la purificación.
Vialidad económica	No viable (TAC de \$14.5 M/año)
Consumo energético	Balance negativo (energía consumida >> energía producida).
Emisiones de CO ₂	2,540 ton/año.
Pureza del producto	Baja pureza (requiere absorción con solventes no implementada).
Condiciones optimas	300°C y 20 bar, tiempo de residencia=0.5 h.
Retos principales	Separación criogénica costosa y compleja.
Potencial aplicación	Industria química (ej. polipropileno).

6. Conclusiones

Este proceso, si bien cumplió el objetivo de valorizar el CO₂, no demostró ser viable bajo las condiciones evaluadas debido a su alto requerimiento energético y costos operativos no competitivos frente a metodologías convencionales. El principal obstáculo técnico se identificó en la etapa de purificación, donde la formación de múltiples azeótropos impidió una separación efectiva mediante la secuencia de flashes y destilación propuesta. Se concluye que el desarrollo futuro de este proceso debe centrarse en la implementación de una tecnología de separación más robusta, como la absorción con solventes, para poder superar esta limitación técnica y aspirar a la viabilidad.

Referencias bibliográficas

Agarwal, A. K., & Valera, H. (Eds.). (2021). Greener and scalable e-fuels for decarbonization of transport. Springer Nature Singapore. <https://doi.org/10.1007/978-981-16-8344-2>

Calzolari, T., Genovese, A., Brint, A., & Seuring, S. (2025). Unlocking circularity: The interplay between institutional pressures and supply chain integration. *International Journal*

of Operations & Production Management, 45(2), 517–541. <https://doi.org/10.1108/IJOPM-10-2023-0860>

Coletti, L., Segneri, V., Bassano, C., & Viridis, G. (2024). E-fuels, technical and economic analysis of the production of synthetic kerosene precursor as sustainable aviation fuel. *Energy Conversion and Management*, 296, 117165. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117165>

Mishra, S., Singh, R. P., Rout, P. K., & Das, A. P. (2022). Membrane bioreactor (MBR) as an advanced wastewater treatment technology for removal of synthetic microplastics. In *Removal of emerging contaminants from wastewater through bio-nanotechnology* (pp. 45–60). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-323-85583-9.00022-3>

D'Adamo, I., Daraio, C., Di Leo, S., Gastaldi, M., & Rossi, E. N. (2024). Driving EU sustainability: Promoting the circular economy through municipal waste efficiency. *Sustainable Production and Consumption*, 50, 462–474. <https://doi.org/10.1016/j.spc.2024.08.022>

Velázquez-Alonso, F., González-Ramírez, C. A., Villagómez-Ibarra, J. R., Sánchez-Martínez, E. M., Peza-Saldaña, F. J., Álvarez-Vázquez, L., Camacho-López, J. E., Romo-Gómez, J. A., & Díaz-Urbina, D. (2023). Operative improvement in the naphtha catalytic reforming process to reduce the environmental impact of benzene fugitive emissions from gasoline. *ChemEngineering*, 7(1), 21.
<https://doi.org/10.3390/chemengineering7010021>

Agrawal, P. S., Tiwari, R., Belkhode, P., & Rokhum, S. L. (2023). Agro-waste management and valorization. Wiley-VCH. <https://doi.org/10.1002/9783527837897>

Engineeringtoolbox. (2023, 5 septiembre). Fuel gases - Heating values. https://www.engineeringtoolbox.com/heating-values-fuel-gases-d_823.html

Gadalla, M. A., Olujic, Z., Jansens, P. J., Jobson, M., & Smith, R. (2005). Reducing CO2 Emissions and Energy Consumption of Heat-Integrated Distillation Systems. *Environmental Science & Technology*, 39(17), 6860-6870.
<https://doi.org/10.1021/es049795q>

García-Hernández, A. E., Segovia-Hernández, J. G., Sánchez-Ramírez, E., Contreras Zarazúa, G., Hernández Araujo, I. F., & Quiroz-Ramírez, J. J. (2024). Sustainable aviation fuel from butanol: A study in optimizing economic and environmental impact through process intensification. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 200, 109769.
<https://doi.org/10.1016/j.cep.2024.109769>

Löwgren, B. H., Hoffmann, C., Vijver, M. G., Steubing, B., & Cardellini, G. (2025). Towards sustainable chemical process design: Revisiting the integration of life cycle assessment. *Journal of Cleaner Production*, 491, 144831.
<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2025.144831>

Najari, S., Gróf, G., Saeidi, S., & Gallucci, F. (2019). Modeling and optimization of hydrogenation of CO2: estimation of kinetic parameters via artificial bee colony (ABC) and differential evolution (DE) algorithms. *International Journal of Hydrogen Energy*, 44(10), 4630-4649.
<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.01.020>

Bolsa Mexicana de Valores. (2012).
Prospecto de colocación de certificados
bursátiles fiduciarios.

[https://www.bmv.com.mx/docs-
pub/prospect/00120120427143244.pdf](https://www.bmv.com.mx/docs-pub/prospect/00120120427143244.pdf)

Peng, D. Y., y Robinson, D. B. (1976). A
New Two-Constant Equation of State.
*Industrial & Engineering Chemistry
Fundamentals*, 15(1), 59-64.

Sharif, M., Han, T., Wang, T., Shi, X., Fang,
M., Shuming, D., Meng, R., & Gao, X.
(2024). Investigation of rational design of
amine solvents for CO₂ capture: A
computational approach. *Chemical
Engineering Research and Design*, 202,

115–130.

<https://doi.org/10.1016/j.cherd.2024.03.005>

Turton, Richard. (2012). *Analysis, synthesis,
and design of chemical processes* (4). New
York: Pearson.